

PATENT ABSTRACTS OF JAPAN

(11)Publication number : 2002-205069

(43)Date of publication of application : 23.07.2002

(51)Int.Cl.

C02F 1/469

B01D 61/48

C02F 1/42

(21)Application number : 2001-000678

(71)Applicant : KURITA WATER IND LTD

(22)Date of filing : 05.01.2001

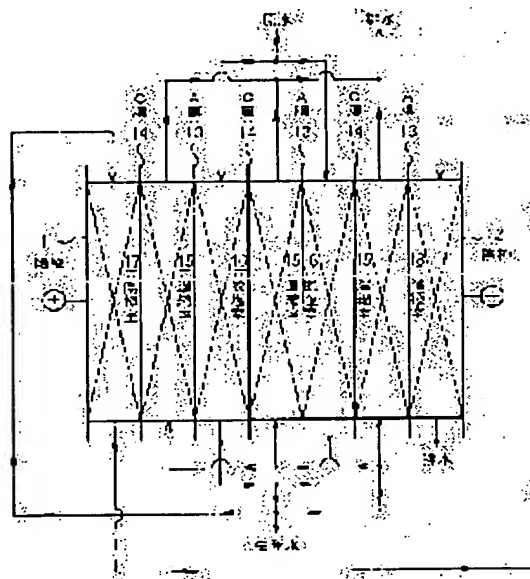
(72)Inventor : SATO SHIN
MORIBE TAKAYUKI

(54) ELECTRODEIONIZATION APPARATUS AND OPERATING METHOD THEREOF

(57)Abstract:

PROBLEM TO BE SOLVED: To highly remove particularly silica and boron in the treatment with an electrodeionization apparatus.

SOLUTION: This electrodeionization apparatus is provided with an anode compartment 17 having an anode 11, a cathode compartment 18 having a cathode 12, and a plurality of a concentrating compartments 15 and a plurality of desalting compartments 16, which are alternately formed by alternately arranging a plurality of anion exchange membranes 13 and a plurality of cation exchange membranes 14 between the anode compartment 17 and the cathode compartment 18, the desalting compartments 16 are filled with an ion exchange body, the concentrating compartments 15 are filled with an ion exchange body, activated carbon or an electric conductive body. Deionized water is taken out by passing electrolytic water respectively to the anode compartment 17 and the cathode compartment 18, passing concentrated water to the concentrating compartment 15 and passing raw water to the desalting compartment 16. Water having the concentration of silica or boron, which is lower than that of raw water, is passed into the concentrating compartment 16 as the concentrated water in the direction from the deionized water take out side toward the raw water flow-in side and at least a part of the concentrated water flowing out from the concentrating compartment 15 is discharged to outside the system.



LEGAL STATUS

[Date of request for examination]

17.03.2003

[Date of sending the examiner's decision of rejection]

[Kind of final disposal of application other than the examiner's decision of rejection or application converted registration]

[Date of final disposal for application]

[Patent number]

[Date of registration]

[Number of appeal against examiner's decision
of rejection]

[Date of requesting appeal against examiner's
decision of rejection]

[Date of extinction of right]

Copyright (C); 1998,2003 Japan Patent Office

(19) 日本国特許庁 (J P)

(12) 公開特許公報 (A)

(11) 特許出願公開番号

特開2002-205069

(P2002-205069A)

(43) 公開日 平成14年7月23日(2002.7.23)

(51) Int.Cl. ⁷	識別記号	F I	テマコード [*] (参考)
C 0 2 F 1/469		B 0 1 D 61/48	4 D 0 0 6
B 0 1 D 61/48		C 0 2 F 1/42	B 4 D 0 2 5
C 0 2 F 1/42		1/46	1 0 3 4 D 0 6 1

審査請求 未請求 請求項の数10 O L (全 9 頁)

(21) 出願番号 特願2001-678(P2001-678)

(22) 出願日 平成13年1月5日(2001.1.5)

(71) 出願人 000001063

栗田工業株式会社

東京都新宿区西新宿3丁目4番7号

(72) 発明者 佐藤 伸

東京都新宿区西新宿三丁目4番7号 栗田工業株式会社内

(72) 発明者 森部 隆行

東京都新宿区西新宿三丁目4番7号 栗田工業株式会社内

(74) 代理人 100086911

弁理士 重野 剛

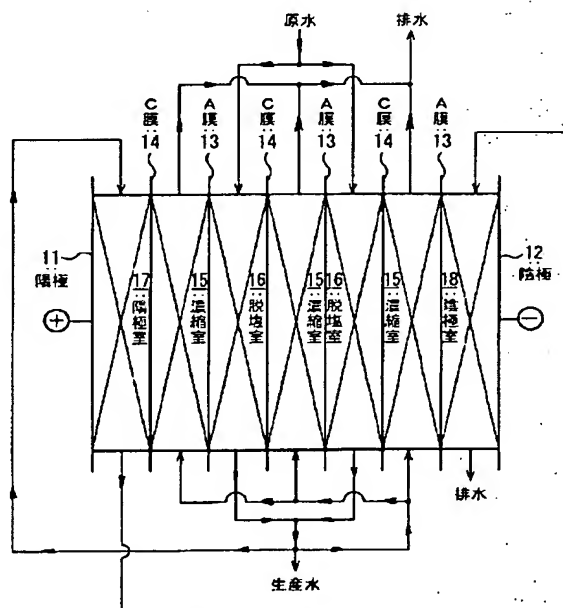
最終頁に続く

(54) 【発明の名称】 電気脱イオン装置及びその運転方法

(57) 【要約】

【課題】 電気脱イオン装置による処理において、特にシリカ及びホウ素を高度に除去する。

【解決手段】 陽極11を有する陽極室17と、陰極12を有する陰極室18と、これらの陽極室17と陰極室18との間に複数のアニオン交換膜13及びカチオン交換膜14を交互に配列することにより交互に形成された濃縮室15及び脱塩室16とを備え、脱塩室16にイオン交換体が充填され、濃縮室15にイオン交換体、活性炭又は電気導電体が充填されている電気脱イオン装置。陽極室17及び陰極室18にそれぞれ電極水を通水し、濃縮室15に濃縮水を通水し、脱塩室16に原水を通して脱イオン水を取り出す。濃縮水として、原水よりシリカ又はホウ素濃度の低い水を、脱塩室16の脱イオン水取り出し側から原水流入側へ向かう方向に濃縮室15に通水し、濃縮室15から流出した濃縮水の少なくとも一部を系外へ排出する。



【特許請求の範囲】

【請求項 1】 陽極を有する陽極室と、陰極を有する陰極室と、これらの陽極室と陰極室との間に複数のアニオン交換膜及びカチオン交換膜を交互に配列することにより交互に形成された濃縮室及び脱塩室とを備え、該脱塩室にイオン交換体が充填され、該濃縮室にイオン交換体、活性炭又は電気導電体が充填されている電気脱イオン装置を運転する方法であって、該陽極室及び陰極室にそれぞれ電極水を通水し、該濃縮室に濃縮水を通水し、該脱塩室に原水を通水して脱イオン水を取り出す電気脱イオン装置の運転方法において、該濃縮水として、該原水よりシリカ又はホウ素濃度の低い水を、該濃縮室のうち脱塩室の脱イオン水取り出し口に近い側から該濃縮室内に導入すると共に、該濃縮室のうち脱塩室の原水入口に近い側から流出させ、この濃縮室から流出した濃縮水の少なくとも一部を系外へ排出することを特徴とする電気脱イオン装置の運転方法。

【請求項 2】 請求項 1 において、濃縮水を脱塩室と向流一過式で濃縮室に通水することを特徴とする電気脱イオン装置の運転方法。

【請求項 3】 請求項 1 又は 2 において、濃縮水として、該電気脱イオン装置の脱塩水、該脱塩水をさらにイオン交換装置等で処理した水、又は超純水を濃縮室に通水することを特徴とする電気脱イオン装置の運転方法。

【請求項 4】 請求項 1 ないし 3 のいずれか 1 項において、該陽極室及び陰極室に活性炭、イオン交換体又は電気導電体が充填されていることを特徴とする電気脱イオン装置の運転方法。

【請求項 5】 請求項 1 ないし 3 のいずれか 1 項において、該陽極が陽極室を区画するカチオン交換膜に接しており、該陰極が陰極室を区画するアニオン交換膜に接しており、該陽極及び陰極のうち少なくとも該交換膜に接する側が連続孔を有する多孔質状となっており、該孔を介して電極水を該陽極室及び陰極室にそれぞれ通水可能となっていることを特徴とする電気脱イオン装置の運転方法。

【請求項 6】 陽極を有する陽極室と、陰極を有する陰極室と、これらの陽極室と陰極室との間に複数のアニオン交換膜及びカチオン交換膜を交互に配列することにより交互に形成された濃縮室及び脱塩室とを備え、該脱塩室にイオン交換体が充填され、該濃縮室にイオン交換体、活性炭又は電気導電体が充填されている電気脱イオン装置であって、該陽極室及び陰極室にそれぞれ電極水を通水する手段と、

該濃縮室に濃縮水を通水する濃縮水通水手段と、該脱塩室に原水を通水して脱イオン水を取り出す手段とを有する電気脱イオン装置において、該濃縮水通水手段が、該原水よりシリカ又はホウ素濃度の低い水を、脱塩室の脱イオン水取り出し口に近い側から該濃縮室内に導入すると共に、該濃縮室のうち脱塩室の原水入口に近い側から流出させ、この濃縮室から流出した濃縮水の少なくとも一部を系外へ排出する手段であることを特徴とする電気脱イオン装置。

10 【請求項 7】 請求項 6 において、該濃縮水通水手段が、濃縮水を脱塩室と向流一過式で濃縮室に通水する手段であることを特徴とする電気脱イオン装置。

【請求項 8】 請求項 6 又は 7 において、濃縮水として、該電気脱イオン装置の脱塩水、該脱塩水をさらにイオン交換装置等で処理した水、又は超純水が濃縮室に通水されることを特徴とする電気脱イオン装置。

【請求項 9】 請求項 6 ないし 8 のいずれか 1 項において、該陽極室及び陰極室に活性炭、イオン交換体又は電気導電体が充填されていることを特徴とする電気脱イオン装置。

20 【請求項 10】 請求項 6 ないし 8 のいずれか 1 項において、該陽極が陽極室を区画するカチオン交換膜に接しており、該陰極が陰極室を区画するアニオン交換膜に接しており、該陽極及び陰極のうち少なくとも該交換膜に接する側が連続孔を有する多孔質状となっており、該孔を介して電極水を該陽極室及び陰極室にそれぞれ通水可能となっていることを特徴とする電気脱イオン装置。

【発明の詳細な説明】

【0001】

【発明の属する技術分野】本発明は、電気脱イオン装置及びその運転方法に係り、特に電気脱イオン装置におけるシリカやホウ素の除去率を高めるようにした電気脱イオン装置及びその運転方法に関する。

【0002】

【従来の技術】従来、半導体製造工場、液晶製造工場、製薬工業、食品工業、電力工業等の各種の産業又は民生用ないし研究施設等において使用される脱イオン水の製造には、図 2 に示す如く、電極（陽極 11、陰極 12）の間に複数のアニオン交換膜（A 膜）13 及びカチオン交換膜（C 膜）14 を交互に配列して濃縮室 15 と脱塩室 16 とを交互に形成し、脱塩室 16 にイオン交換樹脂、イオン交換繊維もしくはグラフト交換体等からなるアニオン交換体及びカチオン交換体を混合もしくは複層状に充填した電気脱イオン装置が多用されている（特許第 1782943 号、特許第 2751090 号、特許第 2699256 号）。なお、図 2 において、17 は陽極室、18 は陰極室である。

【0003】脱塩室16に流入したイオンはその親和力、濃度及び移動度に基づいてイオン交換体と反応し、電位の傾きの方向にイオン交換体中を移動し、更に膜を横切って移動し、すべての室において電荷の中和が保たれる。そして、膜の半浸透特性のため、及び電位の傾きの方向性のために、イオンは脱塩室16では減少し、隣の濃縮室15では濃縮される。即ち、カチオンはカチオン交換膜14を透過して、また、アニオンはアニオン交換膜13を透過して、それぞれ濃縮室15内に濃縮される。このため、脱塩室16から生産水として脱イオン水（純水）が回収される。

【0004】なお、陽極室17及び陰極室18にも電極水が通液されており、一般に、この電極水としては、電気伝導度の確保のためにイオン濃度の高い濃縮室15の流出水（濃縮水）が通液されている。

【0005】即ち、原水は脱塩室16と濃縮室15とに導入され、脱塩室16からは脱イオン水（純水）が取り出される。一方、濃縮室15から流出するイオンが濃縮された濃縮水は、ポンプ（図示せず）により一部が水回収率の向上のために、濃縮室15の入口側に循環され、一部が陽極室17の入口側に供給され、残部が系内のイオンの濃縮を防止するために排水として系外へ排出される。そして、陽極室17の流出水は、陰極室18の入口側へ供給され、陰極室18の流出水は排水として系外へ排出される。

【0006】このような電気脱イオン装置にあっては、陽極室17では、水解離による H^+ の生成でpHが低下する。一方、陰極室18では OH^- の生成でpHが高くなる。このため、pHが低下した酸性の陽極室17の流出水を陰極室18に通液することで、陰極室18におけるアルカリを中和してスケール障害を抑制している。

【0007】このような電気脱イオン装置にあっては、濃縮水の影響で電気脱イオン装置の生産水の水質に影響を受ける可能性があることはこれまでに各種報告されている。また、電極室に活性炭やイオン交換樹脂を充填することは、USP5, 868, 915に示されている。

【0008】
【発明が解決しようとする課題】従来の電気脱イオン装置にあっては、シリカ及びホウ素の除去が若干不十分であり、例えば、シリカについては99.9～99.99%以上の除去率を得ることは困難であった。

【0009】従来、濃縮水が生産水の水質に影響を及ぼすことが報告されているが、シリカ、ホウ素との関係については言及されていない。また、電極室に活性炭やイオン交換樹脂を充填することにより、電気抵抗を低減することはできるが、シリカ、ホウ素の低減は達成されていない。

【0010】本発明は上記従来の問題点を解決し、電気脱イオン装置による処理において、特にシリカ及びホウ素を高度に除去することができる電気脱イオン装置及び

その運転方法を提供することを目的とする。

【0011】

【課題を解決するための手段】本発明の電気脱イオン装置の運転方法は、陽極を有する陽極室と、陰極を有する陰極室と、これらの陽極室と陰極室との間に複数のアニオン交換膜及びカチオン交換膜を交互に配列することにより交互に形成された濃縮室及び脱塩室とを備え、該脱塩室にイオン交換体が充填され、該濃縮室にイオン交換体、活性炭又は電気導電体が充填されている電気脱イオン装置を運転する方法であって、該陽極室及び陰極室にそれぞれ電極水を通水し、該濃縮室に濃縮水を通水し、該脱塩室に原水を通水して脱イオン水を取り出す電気脱イオン装置の運転方法において、該濃縮水として、該原水よりシリカ又はホウ素濃度の低い水を、脱塩室の脱イオン水取り出し口に近い側から該濃縮室内に導入すると共に、該濃縮室のうち脱塩室の原水入口に近い側から流出させ、この濃縮室から流出した濃縮水の少なくとも一部を系外へ排出することを特徴とする。

【0012】本発明の電気脱イオン装置は、陽極を有する陽極室と、陰極を有する陰極室と、これらの陽極室と陰極室との間に複数のアニオン交換膜及びカチオン交換膜を交互に配列することにより交互に形成された濃縮室及び脱塩室とを備え、該脱塩室にイオン交換体が充填され、該濃縮室にイオン交換体、活性炭又は電気導電体が充填されている電気脱イオン装置であって、該陽極室及び陰極室にそれぞれ電極水を通水する手段と、該濃縮室に濃縮水を通水する濃縮水通水手段と、該脱塩室に原水を通水して脱イオン水を取り出す手段とを有する電気脱イオン装置において、該濃縮水通水手段が、該原水よりシリカ又はホウ素濃度の低い水を、脱塩室の脱イオン水取り出し口に近い側から該濃縮室内に導入すると共に、該濃縮室のうち脱塩室の原水入口に近い側から流出させ、この濃縮室から流出した濃縮水の少なくとも一部を系外へ排出する手段であることを特徴とする。

【0013】即ち、本発明者らは、電気脱イオン装置によりシリカ及びホウ素を高度に除去して、生産水のシリカ、ホウ素濃度を極低濃度にまで低減すべく鋭意検討を重ねた結果、生産水のシリカ、ホウ素濃度を大きく低減させるためには、一定の必要電流を確保するだけでなく、濃縮室、特に生産水取り出し口の近傍の濃縮室内を流れる濃縮水のシリカ、ホウ素濃度を小さくする必要があることを見出した。特に、濃縮室の生産水取り出し側に対応する位置を流れる濃縮水のシリカ濃度は低い程好ましく、目的とする生産水のシリカ濃度の1000倍以下とすることが望ましい。

【0014】本発明においては、濃縮水として原水よりシリカ又はホウ素濃度の低い水を用い、しかも、このように水質の良好な水を、脱塩室の脱イオン水（生産水）取り出し側から原水流入側へ向かう方向に濃縮室に通水するため、シリカ、ホウ素濃度を極低濃度にまで低減し

た高水質の生産水を得ることができる。

【0015】ところで、このように水質の良好な水を濃縮室に通水することによる問題点は、低電気伝導度、高比抵抗の水を濃縮室に通水すると濃縮室の電気抵抗が高くなり、電流値を確保し得ないことである。

【0016】本発明では、この問題を濃縮室にイオン交換樹脂等のイオン交換体、活性炭又は電気導電体を充填して必要電流を確保することで解決する。

【0017】このようにイオン交換樹脂間等で起こる水解離によって生じた H^+ イオン、 OH^- イオンにより電気が運ばれ、超純水のような高比抵抗の水を通水しても消費電圧は一定であり、必要電流が確保できることは従来知られておらず、本発明者らにより見出された新規事項である。

【0018】仮に、濃縮室にスぺーサ等を用いた場合は、通水する濃縮水の電気伝導度が低いほど消費電圧は二次曲線的に増加し、超純水では全く電流が流れなくなってしまうため、電気脱イオン装置に電流を通すことができなくなってしまい、シリカ、ホウ素のみならずその他のイオンの除去も不可能となる。

【0019】本発明では、この問題を濃縮室にイオン交換体、活性炭又は電気導電体を充填することで解決する。

【0020】本発明は特に、濃縮水を脱塩室と向流一過式で濃縮室に通水することが好ましい。

【0021】また、この濃縮水としては、当該電気脱イオン装置の脱塩水（生産水）、この脱塩水をさらにイオン交換装置等で処理した水、又は超純水を用いるのが好ましい。

【0022】また、本発明では、特に電極室にも水質の良好な水を通水する場合、電極室での電流を確保するために、

① 陽極室及び陰極室に活性炭、イオン交換体又は電気導電体を充填する。或いは

② 陽極が陽極室を区画するカチオン交換膜に接しており、陰極が陰極室を区画するアニオン交換膜に接しており、陽極及び陰極のうち少なくとも交換膜に接する側が連続孔を有する多孔質状となっており、この孔を介して電極水を陽極室及び陰極室にそれぞれ通水可能とすることが好ましい。

【0023】

【発明の実施の形態】以下に図面を参照して本発明の実施の形態を詳細に説明する。

【0024】図1は本発明の実施の形態を示す電気脱イオン装置の模式的な断面図である。この電気脱イオン装置は、図2に示す従来の電気脱イオン装置と同様、電極（陽極11、陰極12）の間に複数のアニオン交換膜（A膜）13及びカチオン交換膜（C膜）14を交互に配列して濃縮室15と脱塩室16とを交互に形成したものであり、脱塩室16には、イオン交換樹脂、イオン交

換繊維もしくはグラフト交換体等からなるアニオン交換体及びカチオン交換体が混合もしくは複層状に充填されている。

【0025】また、濃縮室15と、陽極室17及び陰極室18にも、イオン交換体、活性炭又は金属等の電気導電体が充填されている。

【0026】原水は脱塩室16に導入され、脱塩室16からは生産水が取り出される。この生産水の一部は、濃縮室15に脱塩室16の通水方向とは逆方向に向流一過式で通水され、濃縮室15の流出水は系外へ排出される。即ち、この電気脱イオン装置では、濃縮室15と脱塩室16とが交互に並設され、脱塩室16の生産水取り出し側に濃縮室15の流入口が設けられており、脱塩室16の原水流入側に濃縮室15の流出口が設けられている。また、生産水の一部は陽極室17の入口側に供給され、そして、陽極室17の流出水は、陰極室18の入口側へ供給され、陰極室18の流出水は排水として系外へ排出される。

【0027】このように、濃縮室15に生産水を脱塩室16と向流一過式で通水することにより、生産水取り出し側ほど濃縮室15内の濃縮水の濃度が低いものとなり、濃度拡散による脱塩室16への影響が小さくなり、イオン除去率、特にシリカ、ホウ素の除去率を飛躍的に高めることができる。

【0028】従来、電気脱イオン装置の濃縮水（濃縮室の流出水）は、図2に示す如く、水回収率の向上のために一部のみを排出した後、濃縮室の入口側に循環しており、例えば濃縮室のLVは80m/h以上とされていた。

【0029】本発明では、濃縮室にイオン交換体を充填することで、濃縮室のLVを20m/h以下としても、脱イオン性能を確保することができる。これは、濃縮室内がスぺーサであると、濃縮室膜面におけるシリカ、ホウ素の膜面濃縮を水流により拡散させる必要があったのに対し、濃縮室にイオン交換体等を充填することで、イオン交換体を通じてイオンが拡散するため、高い通水速度（LV）を必要としないためと考えられる。

【0030】このように通水速度が低くても良いため、一過式で濃縮水を通水しても、水回収率は従来よりも向上させることができ、しかも、循環ポンプを用いる必要もないため、さらに経済的である。

【0031】濃縮室充填物は、必要電流確保のためには活性炭等でも良いが、上記イオン拡散作用の点から、イオン交換体を充填することが望ましい。

【0032】この図1の電気脱イオン装置では、電極室17、18にも生産水を供給しているが、電極室17、18でも濃縮室15と同様に、電流確保のために、イオン交換体や活性炭、又は電気導電体である金属等を充填することで、水質によらず消費電圧が一定になり、超純水等の高水質の水を通水しても必要電流を確保すること

が可能となる。

【0033】なお、電極室では、特に陽極室での塩素やオゾン等の酸化剤の発生が起こるため、充填物としては、長期的にはイオン交換樹脂等を用いるよりも、活性炭を用いることが好ましい。また、電極室へ図1のように生産水を供給することは、電極室供給水に Cl^- が殆ど無いため、塩素の発生を防止できるので、充填物や電極の長期安定化のためには望ましい。

【0034】なお、電極室は上記のような充填物を用いなくても、電極板の通水面側を多孔質状に加工し、その部分に電極水を通水できるようにしても良く、その場合、電極板と電極室が一体化できるので、組立等が簡単になる等のメリットがある。

【0035】ところで、濃縮水の循環を行う場合、全体で循環してしまうと濃縮室の、特に生産水流出側でのシリカ、ホウ素の温度が上がってしまうので、図3のように濃縮室を分断させ、入口側と出口側で濃度勾配をとるようにすれば、生産水質は図1の向流通水と同等のものを得ることができる。

【0036】図3(a)は本発明の電気脱イオン装置の他の実施の形態を示す概略的な斜視図、図3(b)は同系統図である。

【0037】図示の如く、この電気脱イオン装置は、陽極11と陰極12との間に、カチオン交換膜とアニオン交換膜とを交互に配列して濃縮室15と脱塩室16とを交互に形成した点においては従来の電気脱イオン装置と同様の構成とされているが、濃縮室15が仕切壁15Sにより2以上(図3においては2個)の濃縮水流通部15A、15Bに区画され、各濃縮水流通部15A、15Bの濃縮水の通水方向が脱塩室16内の通水方向と交叉する方向とされている点が従来の電気脱イオン装置と異なる。

【0038】即ち、図3において、脱塩室16は、図3(a)における上側が入口側、下側が出口側であり、脱塩室16内を水は上から下へ向かって流れる。

【0039】一方、濃縮室15内には、この脱塩室16内の通水方向と交叉する方向(図3(a)においては直交方向(なお、この直交方向とは必ずしも厳密なものではなく、 $80 \sim 100^\circ$ 程度の範囲を含む)に延在する仕切壁15Sが設けられ、濃縮室15内は図において上下に2段に分画され、各濃縮水流通部15A、15Bの各々に図の手前側から裏側へ通水が行われる。

【0040】図3(b)に示す如く、脱塩室から取り出された生産水の一部はポンプにより循環される濃縮水流通部15Bの循環系に導入され、生産水取り出し側の濃縮水流通部15Bを循環する。この循環系の循環濃縮水の一部がポンプにより循環される濃縮水流通部15Aの循環系に導入され、原水流入側の濃縮水流通部15Aを循環し、その一部は系外へ排出される。

【0041】この電気脱イオン装置であっても、生産水

が生産水取り出し側の濃縮水流通部15Bを循環した後原水流入側の濃縮水流通部15Aに流入して循環し、その後系外へ排出されることにより、結果的には、濃縮水は、生産水の取り出し側から原水流入側へ通水され、その後一部が系外へ排出されたことになり、図1に示す脱塩室との向流一過式通水の場合と同様の効果が奏される。

【0042】なお、濃縮室を仕切壁で仕切って形成する濃縮水流通部は3以上であっても良い。ただし、仕切壁の数を増やすことによる部材数の増加、装置構成の複雑化等を考慮した場合、濃縮室内を2又は3個の濃縮水流通部に区画するのが好ましい。

【0043】このような電気脱イオン装置において、シリカのみならず特にホウ素をも除去しようとする際には、脱塩室の厚さが小さいほど良いことが、鋭意研究の結果判明している。脱塩室の厚さは5mm以下が良く、小さいほど良いが、水の通水性や製作時の取り扱い性等を考慮すると実用上2mm以上とすることが好ましい。

【0044】また、電流確保を行い、濃度拡散の影響を排除することで、シリカ、ホウ素の除去率向上を図ることが本発明の目的であり、電流確保のためには、濃縮室、更には電極室に先に記したような工夫が必要となるが、シリカ、ホウ素高除去のための必要電流は、電流効率として10%以下に相当する電流値、さらに99.9%以上のシリカ、ホウ素除去率を得るためには望ましくは電流効率5%以下に相当する電流値が必要となる。なお、電流効率とは以下の式で示される。

電流効率(%) = $1.31 \times \text{セル当たり流量 (L/min)} \times (\text{原水当量導電率} (\mu\text{S/cm}) - \text{処理水当量導電率} (\mu\text{S/cm})) / \text{電流 (A)}$

【0045】このような本発明の電気脱イオン装置では、電気脱イオン装置の原水が高比抵抗であって、この水のシリカやホウ素のみをさらに低減したい場合であっても、必要電流が確保できるので、濃縮室及び電極室のいずれか一方にでも電流が流れなければ、電気脱イオン装置全体の電流が流れなくなるという従来の問題点は解消される。

【0046】このため、高比抵抗の原水からさらに、シリカ、ホウ素を除去しようとする場合にも、電気脱イオン装置を用いることができ、従って、電気脱イオン装置の適用水質範囲を大きく広げることができるため、その工業的有用性は極めて大である。

【0047】例えば、主として半導体工場の一次純水製造装置として用いた場合、水使用が少なく、原水に生産水が戻されて循環しているような場合でも、必要電流を確保することができ、装置の立ち上げ時等にも安定に起動させることができる。

【0048】また、電気脱イオン装置を直列で複数段設置して多段通水するような場合の後段の電気脱イオン装置においても、必要電流を確保することができる。

【0049】また、超純水製造工程の二次純水システム（サブシステム）において、比抵抗 $10\text{M}\Omega\cdot\text{cm}$ 以上の水を原水としても、必要電流が確保できるので、デミナー（非再生式混床イオン交換装置）の代替として用いることができる。

【0050】図4は、本発明の電気脱イオン装置をサブシステムにおけるデミナーの代替として用いる場合の系統図を示す。比抵抗 $10\text{M}\Omega\cdot\text{cm}$ 以上の一次純水は紫外線酸化装置1を経て電気脱イオン装置2の脱塩室2Aに導入され、電気脱イオン装置2の生産水は限外濾過膜分離装置3で処理され、超純水が製造される。全体の水バランスを考えた場合、電気脱イオン装置2の濃縮室2Bへの供給水は限外濾過膜分離装置3の濃縮水を用いることができ、システム全体における水利用効率が高められる。

【0051】

【実施例】以下に実施例を挙げて本発明をより具体的に説明する。

【0052】実施例1

水道水を活性炭塔、逆浸透膜分離装置及び膜脱気装置で順次処理した表1に示す水質の水を原水として、図1に示す下記仕様の電気脱イオン装置（脱塩室2室、濃縮室3室）で下記運転条件にて脱イオン処理を行った。

〔電気脱イオン装置仕様〕

脱塩室高さ：66cm

脱塩室厚さ：2.5cm

濃縮室厚さ：2.5cm

脱塩室充填物：アニオン交換樹脂：カチオン交換樹脂＝7：3（体積比）の混合イオン交換樹脂

濃縮室充填物：アニオン交換樹脂：カチオン交換樹脂＝7：3（体積比）の混合イオン交換樹脂

陽極室及び陰極室充填物：活性炭

〔運転条件〕

電流：2A（電流効率4%）

脱塩室SV：130hr⁻¹

濃縮室LV：13m/hr

生産水量：60L/hr

濃縮室水量：9L/hr

電極室水量：5L/hr

水回収率：81%（ $=60 \div (60 + 9 + 5) \times 100$ ）

【0053】即ち、生産水74L/hr中の9L/hrを濃縮室に向流一過式で通水し、5L/hrを陽極室に通水した後陰極室に通水した。

【0054】その結果、得られた生産水は、表1に示すように、シリカ、ホウ素共に検出限界以下で高度に除去された高純度水であった。

【0055】このときの消費電圧は、脱塩室1.28V×2室、濃縮室1.28V×3室、陽極電極室1.4V、陰極電極室で1.9Vの合計で9.7Vであった。

【0056】

【表1】

	原水	生産水
シリカ (ppb)	300	0.1以下 (検出限界以下)
ホウ素 (ppb)	10	0.1以下 (検出限界以下)
導電率 ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	10	—
比抵抗 ($\text{M}\Omega\cdot\text{cm}$)	—	18

【0057】実施例2

実施例1において、超純水にケイ酸ナトリウムを300ppb（ SiO_2 換算）となるように添加した水を原水としたこと以外は同様にして脱イオン処理を行った。

【0058】その結果、この様に原水中のイオン量が少ない（電流を確保しにくい）場合でも生産水としてシリカ濃度0.1ppb以下（検出限界以下）の高純度水を得ることができた。

【0059】このときの消費電圧も、脱塩室1.28V×2室、濃縮室1.28V×3室、陽極電極室1.4V、陰極電極室1.9Vの合計で9.7Vであった。

【0060】比較例

図2の装置を用いて、実施例1と同様に通水した。但し、濃縮水量は60L/hr、濃縮水排水量を9L/hrとした。

【0061】その結果、得られた生産水は、比抵抗17 $\text{M}\Omega\cdot\text{cm}$ 、シリカ濃度は6ppbであった。

【0062】

【発明の効果】以上詳述した通り、本発明によれば、従来の電気脱イオン装置では十分に除去し得ないシリカ、ホウ素を高度に除去して高純度の生産水を製造することができる。

【図面の簡単な説明】

【図1】本発明の実施の形態を示す電気脱イオン装置の模式的な断面図である。

【図2】従来の電気脱イオン装置を示す模式的な断面図である。

【図3】図3（a）は本発明の電気脱イオン装置の実施の形態を示す概略的な斜視図、図3（b）は同系統図である。

【図4】本発明の電気脱イオン装置を超純水製造システムに適用する実施の形態を示す系統図である。

【符号の説明】

- 1 紫外線酸化装置
- 2 電気脱イオン装置
- 2A 脱塩室
- 2B 濃縮室
- 3 限外濾過膜分離装置
- 11 陽極

(7)

特開2002-205069

11

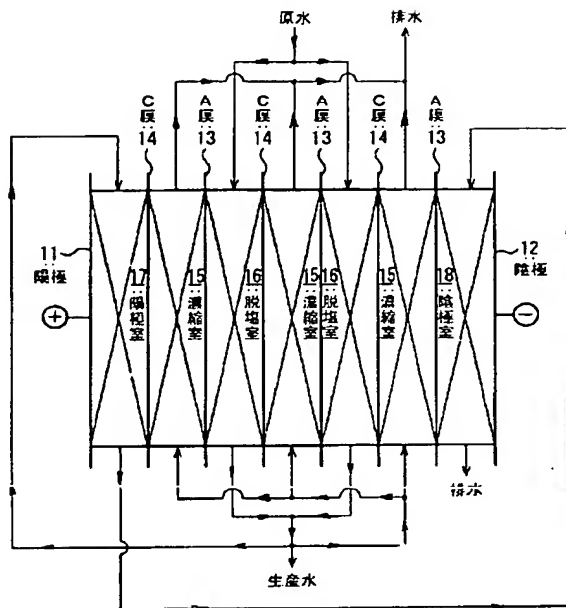
12

- 12 陰極
13 アニオン交換膜 (A膜)
14 カチオン交換膜 (C膜)
15 濃縮室
15 A, 15 B 濃縮水流通部

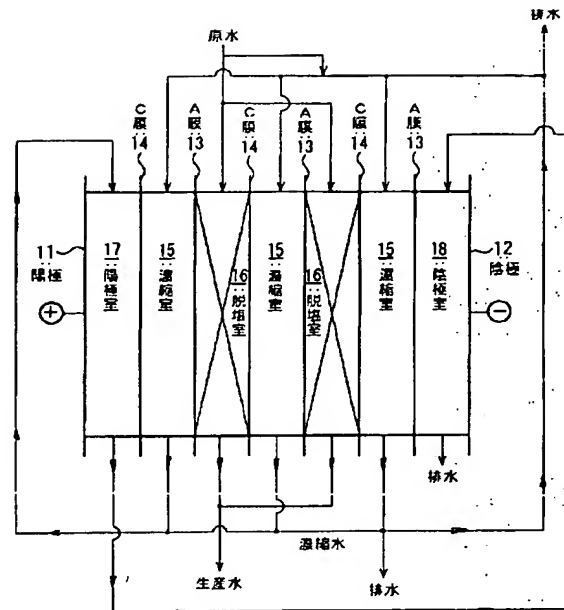
- * 15 S 仕切壁
16 脱塩室
17 陽極室
18 陰極室

*

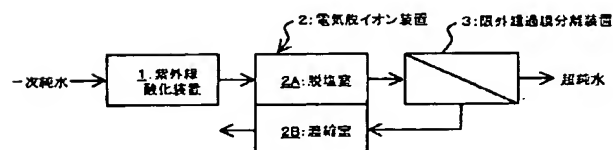
【図1】



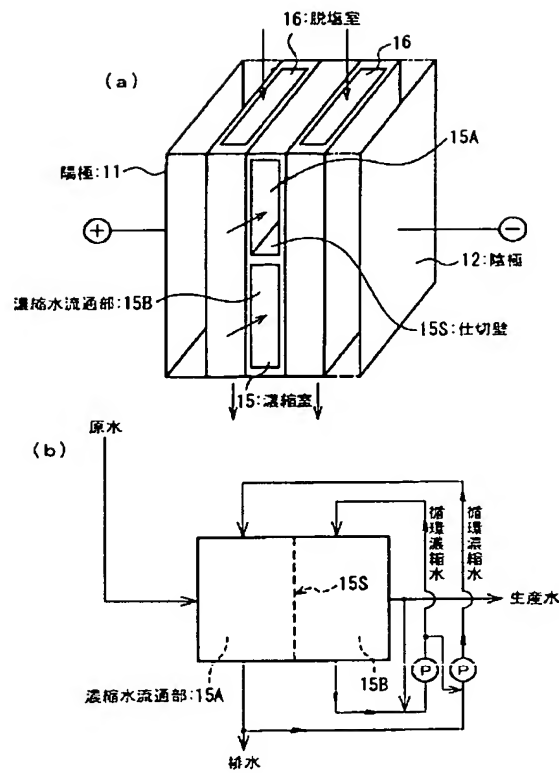
【図2】



【図4】



【図3】



【手続補正書】

【提出日】平成13年12月20日(2001.12.20)

【手続補正1】

【補正対象書類名】明細書

【補正対象項目名】0052

【補正方法】変更

【補正内容】

【0052】実施例1

水道水を活性炭塔、逆浸透膜分離装置及び膜脱気装置で順次処理した表1に示す水質の水を原水として、図1に示す下記仕様の電気脱イオン装置(脱塩室2室、濃縮室3室)で下記運転条件にて脱イオン処理を行った。

【電気脱イオン装置仕様】

脱塩室高さ: 66 cm

脱塩室厚さ: 2.5 mm

濃縮室厚さ: 2.5 mm

脱塩室充填物: アニオン交換樹脂: カチオン交換樹脂 = 7:3 (体積比) の混合イオン交換樹脂

濃縮室充填物: アニオン交換樹脂: カチオン交換樹脂 = 7:3 (体積比) の混合イオン交換樹脂

陽極室及び陰極室充填物: 活性炭

【運転条件】

電流: 2 A (電流効率4%)

脱塩室SV: 130 hr⁻¹

濃縮室LV: 13 m/hr

生産水量: 60 L/hr

濃縮室水量: 9 L/hr

電極室水量: 5 L/hr

水回収率: 81% (= 60 ÷ (60 + 9 + 5) × 100)

フロントページの続き

F ターム(参考) 4D006 GA17 JA43C JA44C KB01
KB04 KB11 KB17 MA13 MA14
MB07 PA02 PB06 PB23 PB70
PC01 PC11 PC42
4D025 AA04 AB05 AB17 BA08 BA13
BA25 BA27 DA01 DA04 DA05
DA06
4D061 DA03 DB13 DC13 DC18 EA09
EB13 EB17 EB19 EB22 EB23
EB24 EB37 FA03 FA06 FA08
FA09 GA21